

⑫ 公開特許公報(A)

平2-106689

⑤ Int. Cl.⁹
F 25 J 1/00

識別記号 庁内整理番号
B 7636-4D

⑬ 公開 平成2年(1990)4月18日

審査請求 有 請求項の数 10 (全8頁)

⑭ 発明の名称 低レベル、高レベルおよび吸収冷凍サイクルを用いた天然ガスの液化法

⑮ 特 願 平1-244893

⑯ 出 願 平1(1989)9月20日

優先権主張 ⑰ 1988年9月23日 ⑱ 米国(US) ⑲ 249,044

⑳ 発 明 者	チャールス・レオ・ニ ュートン	アメリカ合衆国、32407、フロリダ州、パナマ、シテイ、 ベイ、ポイント、コート、ボックス、575
㉑ 発 明 者	ロバート・ニュート ン、デービス	アメリカ合衆国、18031、ペンシルバニア州、ブレイニグ スビル、アール、デュー、2、ボックス、326
㉒ 出 願 人	エアー、プロダクツ、 アンド、ケミカルス、 インコーポレーテッド	アメリカ合衆国、18195-15 01、ペンシルバニア州、ア レンタ ウン、ハミルトン、ブルバード、7201
㉓ 代 理 人	弁理士 押田 良久	

明 細 書

1. 発明の名称

低レベル、高レベルおよび吸収冷凍サイクル
を用いた天然ガスの液化法

2. 特許請求の範囲

(1) 液化工程のための冷凍が二つの閉鎖循環式の
冷凍サイクルによって行われ、混合(多成分)
系冷凍用ヒートポンプ液を有する第1又は低レベ
ル冷凍サイクルにおいて天然ガスの供給流を冷却
液化し、混合(多成分)系又は単一成分系冷凍用
ヒートポンプ液を有する第2又は高レベル冷凍サ
イクルにおいて低レベルヒートポンプ液を冷却す
るようにした天然ガス供給流の冷却液化工程にお
いて、供給天然ガス、低レベルヒートポンプ液お
よび高レベルヒートポンプ液の予備冷却のための
吸収冷凍サイクルを組み込むことによって、工程の
エネルギー効率を高めることを特徴とする天然ガス
の液化法。

(2) 液化のための冷凍工程が二つの閉鎖循環式
の冷凍サイクルによって行われ、混合(多成分)

系冷凍用ヒートポンプ液を有する第1又は低レベ
ル冷凍サイクルにおいて天然ガスの供給流を冷却
液化し、混合(多成分)系又は単一成分系冷凍用
ヒートポンプ液を有する第2又は高レベル冷凍サ
イクルにおいて低レベルヒートポンプ液を冷却す
るようにし、さらに液化天然ガスの一部をフラッ
シュすることによってフラッシュ流を生成し、該
フラッシュ流の一部を再圧縮して濃厚フラッシュ
流として工程に再循環させるようにした天然ガス
供給流の冷却液化工程において、供給天然ガス、
低レベルヒートポンプ液、高レベルヒートポンプ
液および濃厚フラッシュ流の予備冷却のための吸
収冷凍サイクルを組み込むことによって、工程のエ
ネルギー効率を高めることを特徴とする天然ガスの
液化法。

(3) 吸収冷凍サイクルはアンモニア-水吸収冷
凍である請求項1記載の天然ガスの液化法。

(4) 吸収冷凍サイクルはアンモニア-水吸収冷
凍である請求項2記載の天然ガスの液化法。

(5) 低レベル冷凍サイクルによる冷却前に、高

レベルによる天然ガス供給流の冷却を行なう請求項 1 記載の天然ガスの液化法。

(6) 低レベル冷凍サイクルによる冷却前に、高レベルによる天然ガス供給流の冷却を行なう請求項 2 記載の天然ガスの液化法。

(7) 単一成分系のヒートポンプ液はプロパンである請求項 1 記載の天然ガスの液化法。

(8) 単一成分系のヒートポンプ液はプロパンである請求項 2 記載の天然ガスの液化法。

(9) 低レベルおよび高レベル冷凍サイクルにおける低レベルおよび高レベルヒートポンプ液の圧縮用エネルギーはガスタービンからの排気によって供給され、圧縮によって生ずる余剰のエネルギーは吸収冷凍サイクルの運転に利用する請求項 1 記載の天然ガスの液化法。

(10) 低レベルおよび高レベル冷凍サイクルにおける低レベルおよび高レベルヒートポンプ液の圧縮用エネルギーはガスタービンからの排気によって供給され、圧縮によって生ずる余剰のエネルギーは吸収冷凍サイクルの運転に利用する請求項 2 記載

離を避けるために冷凍力を拡大し、より重い成分は低レベルの冷凍に用いられる。

米国特許第 4,525,195 号には低レベル冷媒が天然ガスを冷却し、高レベル冷媒が低レベル冷媒を冷却する多成分冷媒を用いた 2 個の閉鎖サイクルの天然ガス液化法及び装置の改良について開示されている。この改良法においては高レベルの冷媒を圧縮後相分離し、且つ外部冷却液を再圧縮して気相流を完全に液化するものである。

米国特許第 3,812,046 号においては吸収冷凍サイクルを伴う多成分冷却サイクルを用いた天然ガス液化法が開示されている。この発明においては吸収冷凍サイクルを暖めるエネルギーに多成分系サイクルのコンプレッサの運転によって生ずる排気ガスを利用している。

米国特許第 3,763,658 号においては供給流の液化法および冷凍システムとして、供給流を最初に第 1 の閉鎖二元冷凍サイクル中で単一成分系冷媒を使用して熱交換させ、次いで第 2 の閉鎖サイクルの多段熱交換器中で多成分系冷媒による熱交換

の天然ガス液化法。

3. 発明の詳細な説明

[産業上の利用分野]

本発明は天然ガスの液化法に関し、更に具体的には低レベル、高レベルおよび吸収ヒートポンプサイクルを利用した天然ガスの冷却液化法に関するものである。

[従来の技術]

従来天然ガス等、ガスの液化については多くの方法が知られており、その中で特に米国特許によって開示された技術のうちの主なものを示すと次の如くである。

即ち、米国特許第 4,545,795 号には低レベルの冷媒で天然ガスを冷却液化し、高レベルの冷媒で低レベルの冷媒を冷却し、その一部を液化する二つの閉鎖サイクルによる多成分系冷媒を用いた天然ガスの液化法とその装置について記載されている。高レベルの冷媒は、最後の最低レベル冷凍用のより軽い冷媒として用いるために相分離され、一方分離した液相は分割されて混合フラッシュ分

を行なう方法が記載されている。

その他、米国特許第 2,826,049 号、第 2,909,905 号、第 3,212,276 号、第 3,418,819 号及び第 3,611,739 号等にも冷凍サイクルや液化方法に関する種々の情報が開示されている。

以上のように、二つの閉鎖循環式の冷凍サイクルを使用した天然ガスの液化法については既に公知であり、この方法がエネルギー多消費型の技術であるところからそのエネルギー効率を高める方法についての多数の改良技術が発表されているが未だ十分でなく、尚一層の高エネルギー効率を得られるような省エネルギー型技術の開発が求められている。

[発明が解決しようとする課題]

本発明は液化工程のための冷凍サイクルが二つの閉鎖式の冷凍サイクルによって行われる天然ガスの液化法において、エネルギー効率を高めることによって液化生産性を向上させることを目的とするものである。

[課題を解決するための手段]

本発明者は上記目的達成のために鋭意研究を重

ねた結果本発明は完成したものである。

即ち、本発明の天然ガス液化法は、液化工程のための冷凍が二つの閉鎖循環式の冷凍サイクルによって行われ、混合(多成分)系冷凍用ヒートポンプ液を第1又は低レベル冷凍サイクルにおいて天然ガスの供給流を冷却液化し、混合(多成分)系又は単一成分系冷凍用ヒートポンプ液を有する第2又は高レベル冷凍サイクルにおいて低レベルヒートポンプ液を冷却するようにし、又必要に応じて液化天然ガスの一部をフラッシュすることによってフラッシュ流を形成し、該フラッシュ流の一部を濃縮フラッシュ流として工程に再循環するようにした天然ガス供給流の冷却液化工程において、供給天然ガス、低レベルヒートポンプ液、高レベルヒートポンプ液および濃縮フラッシュ流の予備冷却のための吸収冷凍サイクルを組込むことによって、工程のエネルギー効率を高めることを特徴とするものである。

【作用】

本発明において二つの閉鎖循環式冷凍サイクル

の熱は工程中のコンプレッサの運転によって生ずる排ガスを利用して得なうことによって総合的にエネルギー効率の向上を計ったものである。

前記したように、本発明は液化工程のための冷凍が第1又は低レベル冷凍サイクルと、第2又は高レベル冷凍サイクルの二つの閉鎖循環式の冷凍サイクルによって行なわれるものであるが、第1又は低レベル冷凍サイクルにおいては混合系、或いは多成分系、例えば窒素、メタン、エタン、及びプロパンの混合物等の如き多成分混合系冷凍用ヒートポンプを有する。冷凍サイクルは二元冷凍サイクル、多段冷凍サイクル、多成分相分離サイクル等既存の冷凍サイクルの何れをも使用できる。

液化工程においては第2又は高レベル冷凍サイクルは低レベルヒートポンプ液を冷却し、又必要に応じて供給天然ガスを予備的に冷却する。

第1又は低レベル冷凍サイクルは冷却された供給天然ガスを冷却液化する。

本発明において供給天然ガス、低レベルヒートポンプ液、高レベルヒートポンプ液の予備冷却を

とは多成分系又は単一成分系冷凍用ヒートポンプ液を有する第1又は低レベル冷凍サイクルと多成分系冷凍用ヒートポンプ液を有する第2又は高レベル冷凍サイクルを有するものを指し、第1又は低レベル冷凍サイクルにおいては供給された天然ガスを冷却液化し、第2又は高レベル冷凍サイクルにおいては低レベルヒートポンプ液の冷却と必要に応じて第1の冷凍サイクルに供給される天然ガスの予備冷却が行われる。

又、第1の冷凍サイクルにおいて液化された天然ガスの一部をフラッシュすることによって、フラッシュ流を発生させ、必要に応じてフラッシュ流の一部を再圧縮して濃縮フラッシュ流として工程中に再循環させる。本発明においては、上記したような天然ガスの液化冷凍工程において供給天然ガス、低レベルヒートポンプ液、高レベルヒートポンプ液及び必要に応じて行われる濃縮フラッシュ流等の予備冷却を工程中に吸収冷凍サイクルを組込むことによって効率よく行い得るようにするとともに、このような吸収冷凍サイクル運転のため

行なうには吸収冷凍サイクルを使用する。本発明において使用される好ましい吸収冷凍サイクルの一例としてはアンモニア-水吸収冷凍サイクルがある。この場合において、吸収冷凍サイクルを運転するための熱源として工程中における少なくとも一つのコンプレッサの運転によって生ずる排ガスをを用いることにより使用エネルギーの一層の効率化を計ることができる。

【実施例】

次に本発明の天然ガス液化法の実施例についてその工程を略示するフローダイアグラム略図に基づき、従来法によるものとの対比により説明する。

第1図は第3図による天然ガス液化法に本発明による改良を加えたものの工程におけるフローダイアグラム略図で、第1図は従来の典型的な天然ガスの液化法の工程におけるフローダイアグラム略図である。

第3図において、供給天然ガスは配管12を経て乾燥と、冷凍温度で凍結するH₂Oの如き不純物の除去を行なうためのドライヤ18に導入される。ド

ライヤとして種々のタイプのドライヤが知られているがその何れを使用してもよい。

乾燥天然ガスは配管22を経て予備冷却のための高レベル冷凍熱交換器24に選択的に導入される。予備冷却された天然ガスは配管26を経て液化用の低レベル熱交換器68に導かれ、ここで冷却液化される。尚、低レベル熱交換器68においては配管26による供給天然ガス流は配管36によって導入される濃縮フラッシュ再循環流と併されて液化天然ガス流を形成する。

この液化天然ガス流は配管28を経て濃縮フラッシュ装置30へ導かれ、2段階フラッシュによって二つのフラッシュ流を形成する。頂部フラッシュ流は再加熱、再圧縮され、再圧縮フラッシュ流の一部は圧縮工程の燃料として使用され、残りの大部分は濃縮フラッシュ流とは熱交換器24および熱交換器68の逐次の冷却作用によって液化される。フラッシュ流の液化部分は配管40を経て液化天然ガス製品として系外に取り出される。

高レベル冷凍熱交換器24の冷却は多成分系冷媒

又は単一成分系冷媒による閉鎖循環式の冷凍サイクルによって行われる。高レベル冷媒は配管70、72および74で示されるように種々の状態でコンプレッサ76中で圧縮される。

コンプレッサ76は必要に応じて単一コンプレッサを使用しても多段コンプレッサを使用してもよい。圧縮された高レベル冷媒は後冷却され、セパレータ84中で頂部流と液流に分離される。

頂部流は配管86によりコンプレッサ88に送られて圧縮され、配管90を経て高レベル二元冷凍回路98へ導かれる。液流は配管96を経て同じく高レベル二元冷凍回路98に導入される。

高レベル二元冷凍回路98においては乾燥天然ガス供給流を予備冷却し、且つ低レベル冷媒を冷却するために、多成分系冷媒が冷凍に使用される。使用した多成分系冷媒はコンプレッサ76へ再循環し、閉鎖回路を形成する。

低レベル冷凍熱交換器68における冷凍は閉鎖循環式の多成分系冷凍サイクルによって行なわれる。このサイクルにおいて、配管50中の多成分系冷媒

はコンプレッサ52および54で圧縮される。この圧縮された低レベルの冷媒は、配管56を経て熱交換器24の中で冷却され部分的に凝縮する。この凝縮多成分系冷媒はセパレータ62の中で相分離される。セパレータ62の頂部および底部はそれぞれ配管64および64を経て低レベル冷凍熱交換器68へ導かれ、配管26の天然ガス供給流および配管38の凝縮フラッシュ再循環流の冷凍液化が行われる。これらの頂部および底部の流れは配管50で再結合し閉鎖回路を形成する。

第1図は第3図の従来法による天然ガス液化工程に吸収冷凍サイクルを組み込むことによって改良を加えた本発明による工程を示すフローダイアグラムである。第1図においては第3図と同様の工程の流れと装置については同一の記号で示してある。

第1図に示されるように、本発明においては配管12によって供給された天然ガスを乾燥装置18への導入前に予備冷却し、又配管56によって高レベル熱交換器24に導入された低レベル冷媒を高レベ

ル冷媒との熱交換前に予備冷却する。

又配管32によって高レベル熱交換器24に導入される濃縮フラッシュ再循環流についても熱交換器24における高レベル冷媒との熱交換前に予備冷却し、さらに配管78による高レベル圧縮冷媒についても相分離前に、又高レベル圧縮冷凍頂部流についても熱交換器24への導入前にそれぞれ予備冷却する。これらの予備冷却はそれぞれ図中14, 58, 34, 80 および92で示される熱交換器を使用して行なわれる。

又、第2図は、本発明における吸収冷凍サイクルと第1図の工程との相関を明確にするために示した吸収冷凍サイクルフローダイアグラムである。即ち第2図には標準的なアンモニア-水吸収冷凍サイクルが示されている。

第2図において冷凍サイクルのコンプレッサ運転時の排気ガスによる熱を配管100を経て熱交換器102へ導く。その排熱は熱交換器の中でアンモニア-水蒸留等108から配管104への底部液の一部を加熱蒸発させるのに用いられる。この暖められ

た蒸気は配管 108 を経て塔 108 へ戻される。塔 108 からの底部流は配管 110 を経て冷却され、凝縮して二つの部分に分けられる。配管 114 への第 1 の部分は配管 128 のセパレータ 118 底部からの液の一部と合体し、塔 108 の頂部へ逆流する。配管 116 への第 2 の部分は冷却フラッシュされて、セパレータ 118 で相分離される。

セパレータ 118 の底部液は配管 120 を経て主流部分と分流部分とに分かれる。配管 124 中の分流部分はポンプ 126 でポンプアップされて、配管 128 を経て配管 114 の凝縮頂部液を合流する。配管 122 中の主流部分はさらに五つに分流される。配管 130 による分流は配管 12 中の供給天然ガスを予備冷却するための熱交換器 14 へと導かれる。配管 132 による分流は配管 32 中の濃縮フラッシュ再循環流を予備冷却するために熱交換器 34 へ導かれる。配管 134 による分流は配管 56 中の圧縮された低レベル冷媒を予備冷却するために熱交換器 58 へ導かれる。配管 136 による分流は配管 78 中の圧縮された高レベル冷媒を予備冷却するために熱交換器 80

へ導かれる。

熱交換によって暖められた液は配管 140, 142, 144, 146, 148 を経て合流して配管 150 によって、再びセパレータ 118 へ導かれる。

セパレータ 118 からの頂部流は配管 168 を経て移動し、塔 108 から配管 160 を経て熱交換器 162 に送られ、ここで暖められてフラッシュされ、バルブ 164 を経て配管 166 中へ導かれた暖かい塔 108 の底部液と合流して配管 170 の流れを形成する。配管 170 による流れは冷却されてポンプ 172 で圧縮されて二つの中間再沸流に分流される。配管 176 中の第 1 の中間再沸流は熱交換器 162 の中で冷却され、配管 178 を経て塔 108 の底部へ導かれる。第 2 の中間再沸流は配管 180 を経て塔 108 の中間部へ導かれる。

第 1 表は本発明の効果を示すために第 3 図に示された如き従来の天然ガス液化法による場合と、第 1 図に示された本発明の天然ガス液化法とについてコンピュータシミュレーションによってその工程のパラメータ（抜粋）の差異を比較して示し

たものである。

第 1 表

パラメータ	従来法	発明法
液化天然ガス生産量: MMSCFD	340.0	381.84
コンプレッサ出力: HP		
低レベルサイクル	56,390	55,020
高レベルサイクル	57,527	54,588
濃縮フラッシュ	11,647	11,554
合 計	125,564	121,162
比出力	369.3	317.3
多成分系冷媒の組成: %		
高レベル		
C ₁	1.1	1.1
C ₂	38.9	50.0
C ₃	60.0	48.9
低レベル		
N ₂	0.2	0.0
C ₁	45.7	43.5
C ₂	48.7	56.5
C ₃	5.4	0.0

熱交換器 UAX1E6

高レベル合計	51.57	50.78
低レベル合計	38.84	29.50
活用可能排熱量: MMBTU/hr	709.2	609.4
使用再沸騰熱量: MMBTU/hr	0.0	461.9
未利用排熱量: MMBTU/hr	709.2	147.5

第 1 表から判るように、各工程における比出力を比較すると本発明による場合は従来法による場合に較べてかなりの向上を示しており、エネルギー効率は 16.4% も高められている。尚、本実施例においては未だ全ての排熱の利用が計られているわけではなく、若し排熱の全てが利用されればエネルギー効率はさらに向上するものであることは銘記すべきであろう。

さらに、第 2 表においては、本発明の天然ガス液化法と、第 3 図に示す従来法および米国特許に公表された幾つかの従来技術による天然ガス液化法とについて、ガスタービンにおけるエネルギー入力を同一量とした場合の可能生産容量比を示したものである。

第 2 表

液化法	生産容量：％
本発明（第 1 図）	121
従来法（第 3 図）	104
米国特許第 3,817,046 号法	107
米国特許第 3,763,658 号法	100
米国特許第 4,525,795 号法	104
米国特許第 4,545,795 号法	104

第 2 表の結果から、第 1 図に示したような本発明による天然ガスの液化法においては、第 3 図や種々の米国特許に示される従来法によるものに較べて同一エネルギー投入量に対してはるかに高い生産効率を有することが判る。

〔発明の効果〕

以上述べたように、本発明の天然ガス液化法は新たに特別な熱源を使用することなく、液化天然ガスの生産に際してのエネルギー効率を著しく向上し得るものであり、さらにこれに加うるに含水化物の工程中の生成を防止し得るように工程中の特定領域における温度制御が可能となること、例

84…セパレータ、14、34、58、80、92…アンモニア-水吸収冷凍熱交換器、98…高レベル二元冷凍回路、108…アンモニア-水蒸留塔、118…セパレータ。

特許出願人 エアー・プロダクツ・アンド、ケミカルス・インコーポレーテッド

代理人 押 田 良 久 

えば種々の外気温度に対して一定の予備冷却温度をとることにより高レベル予備冷却用コンプレッサの出力を安定化し得ること、機械力の適用と配置の融通性を高めて、有効に生産量の向上に活用することができることなど数多い利点を有するものであって、二つの閉鎖循環式の冷凍サイクルを有するような天然ガス液化工場における生産効率を一段と高め得るものである。

4. 図面の簡単な説明

第 1 図は吸収冷凍サイクルを含む本発明による天然ガス液化法におけるフローダイアグラムの略図、第 2 図は吸収冷凍サイクルと第 1 図に示す本発明の工程との相関を示すフローダイアグラムの略図、第 3 図は二つの二元閉鎖回路を有する冷凍サイクルを使用した従来の典型的な天然ガス液化法におけるフローダイアグラムの略図である。

18…ドライヤ、24…高レベル冷凍熱交換器、30…濃縮フラッシュシステム、52、54…低レベル冷凍コンプレッサ、68…低レベル冷凍熱交換器、76、88…高レベル冷凍コンプレッサ、

FIG. 1

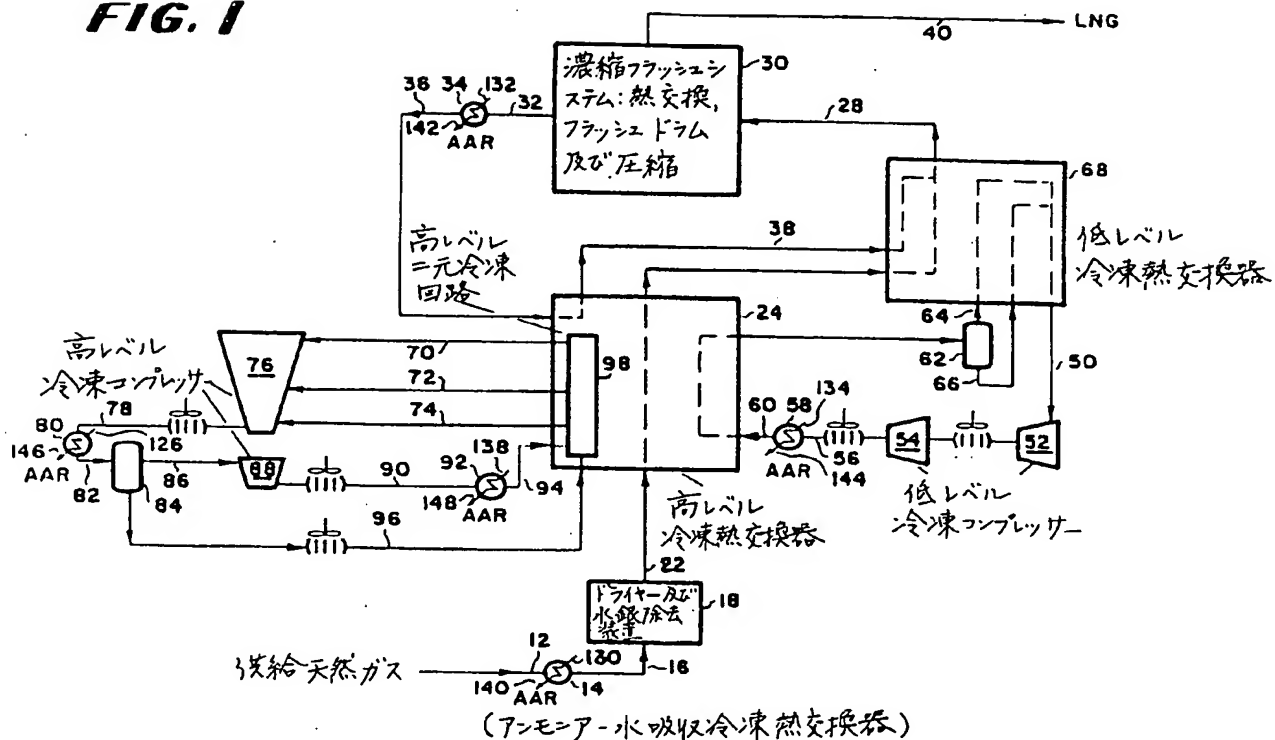


FIG. 2

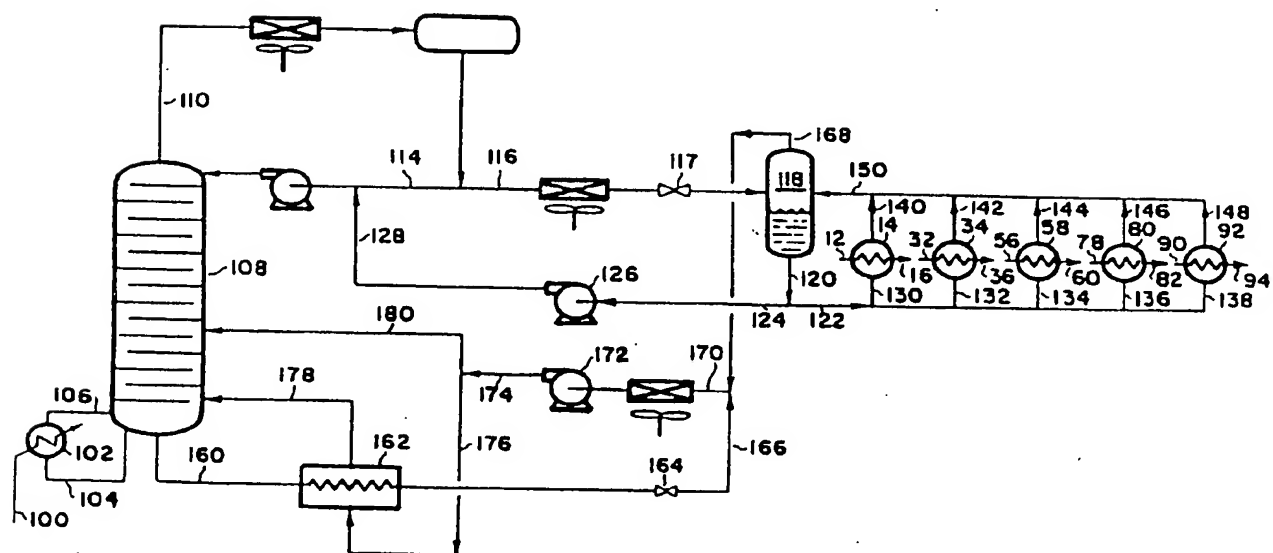
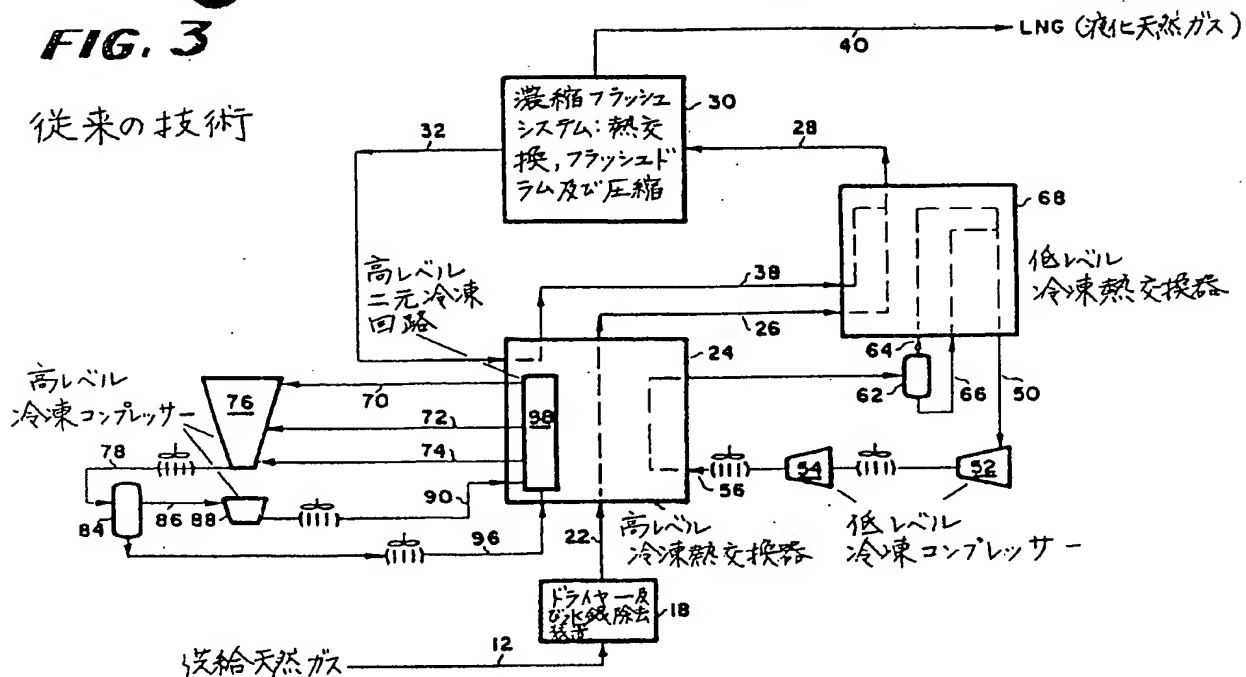


FIG. 3

従来の技術



[54] NATURAL GAS LIQUEFACTION PROCESS
USING LOW LEVEL HIGH LEVEL AND
ABSORPTION REFRIGERATION CYCLES[76] Inventors: Robert N. Davis, R.D. #2 - Box 326,
Breinigsville, Pa. 18031; Charles L.
Newton, Bay Point Ct., Panama City,
Fla. 32407

[21] Appl. No.: 249,044

[22] Filed: Sep. 23, 1988

[51] Int. Cl.⁴ F25J 1/02

[52] U.S. Cl. 62/40; 62/476

[58] Field of Search 62/40, 476

[56] References Cited

U.S. PATENT DOCUMENTS

2,862,049	3/1958	Gilmore	62/179
2,909,905	10/1959	Mitchell et al.	62/23
3,212,276	10/1965	Eld et al.	62/21
3,418,819	12/1968	Grunberg et al.	62/11
3,611,739	10/1971	Bonem	62/79
3,643,451	2/1972	Foucar	62/40
3,763,658	10/1973	Gaamer et al.	62/40
3,817,046	6/1974	Aoki et al.	62/40
4,054,433	10/1977	Buffiere	62/40
4,266,957	5/1981	Isalsh	62/40
4,350,571	9/1982	Erickson	62/40
4,525,195	6/1985	Newton	62/11

4,539,028	9/1985	Paradowski et al.	62/335
4,545,795	10/1985	Liu et al.	62/11
4,734,115	3/1988	Howard et al.	62/40

Primary Examiner—Ronald C. Capossela
Attorney, Agent, or Firm—Willard Jones, II; James C.
Simmons; William F. Marsh

[57] ABSTRACT

The present invention is an improvement to a liquefaction process for natural gas, wherein refrigeration for the liquefaction process is provided by two closed-loop refrigeration cycles. The first or low level refrigeration cycle uses either a mixed refrigerant or a single component refrigerant as the heat pump fluid, and the second or high level refrigerant uses a mixed (multicomponent) refrigerant as the heat pump fluid. In the liquefaction process the second or high level refrigeration cycle cools the low level heat pump fluid. The low level refrigeration cycle cools and liquefies the cooled natural gas feed. The improvement to the process is the use of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid, the high level heat pump fluid and, if required, the deep flash recycle. Heat to drive the absorption refrigeration cycle is provided by the exhaust gas from one or more drives for the compressors in the process.

18 Claims, 3 Drawing Sheets

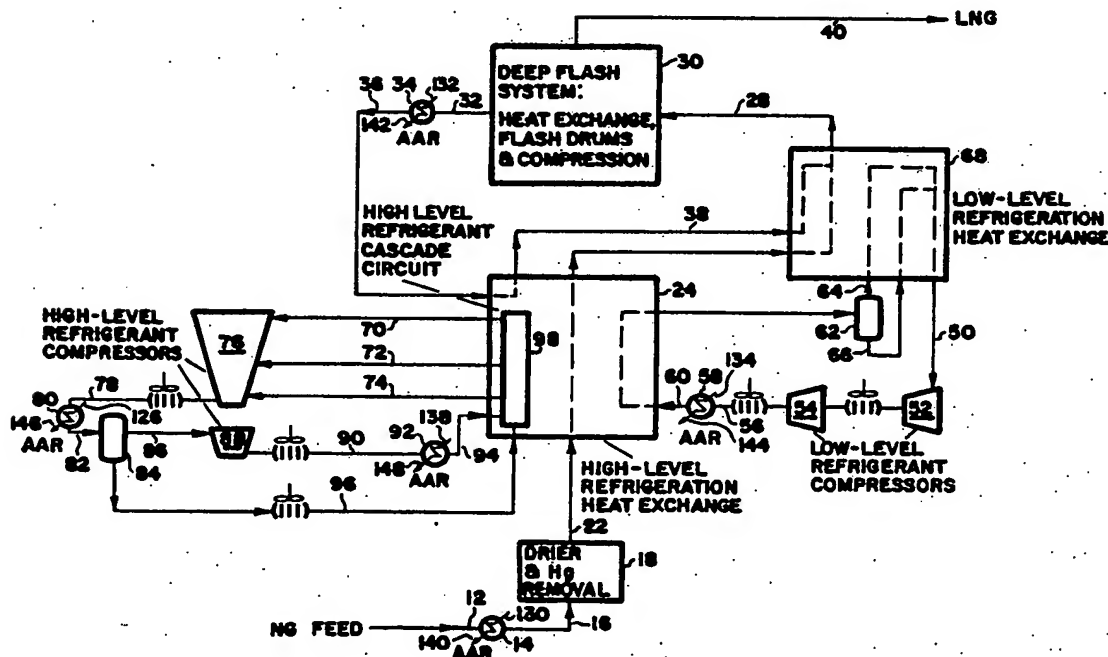


FIG. 1
PRIOR ART

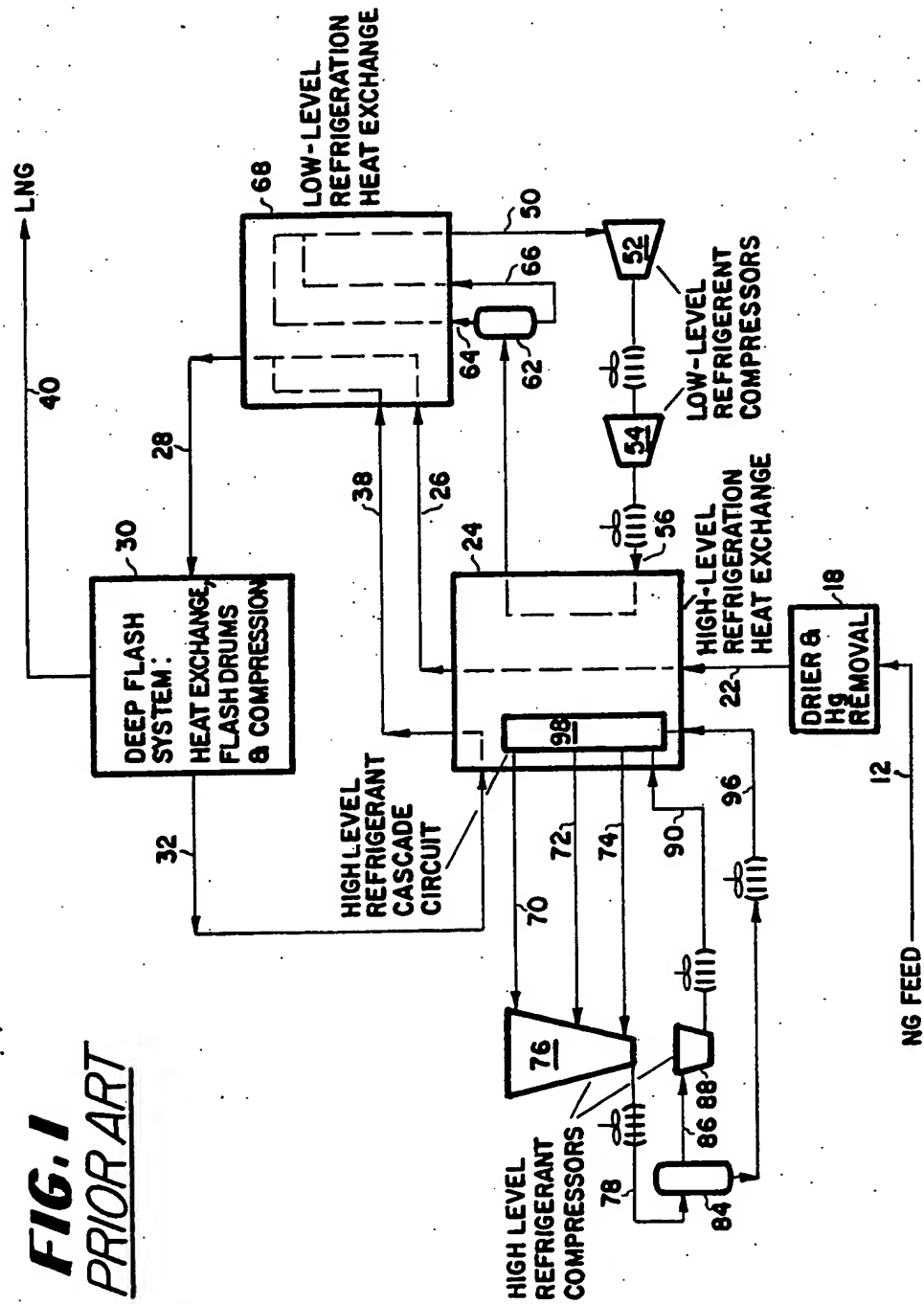


FIG. 2

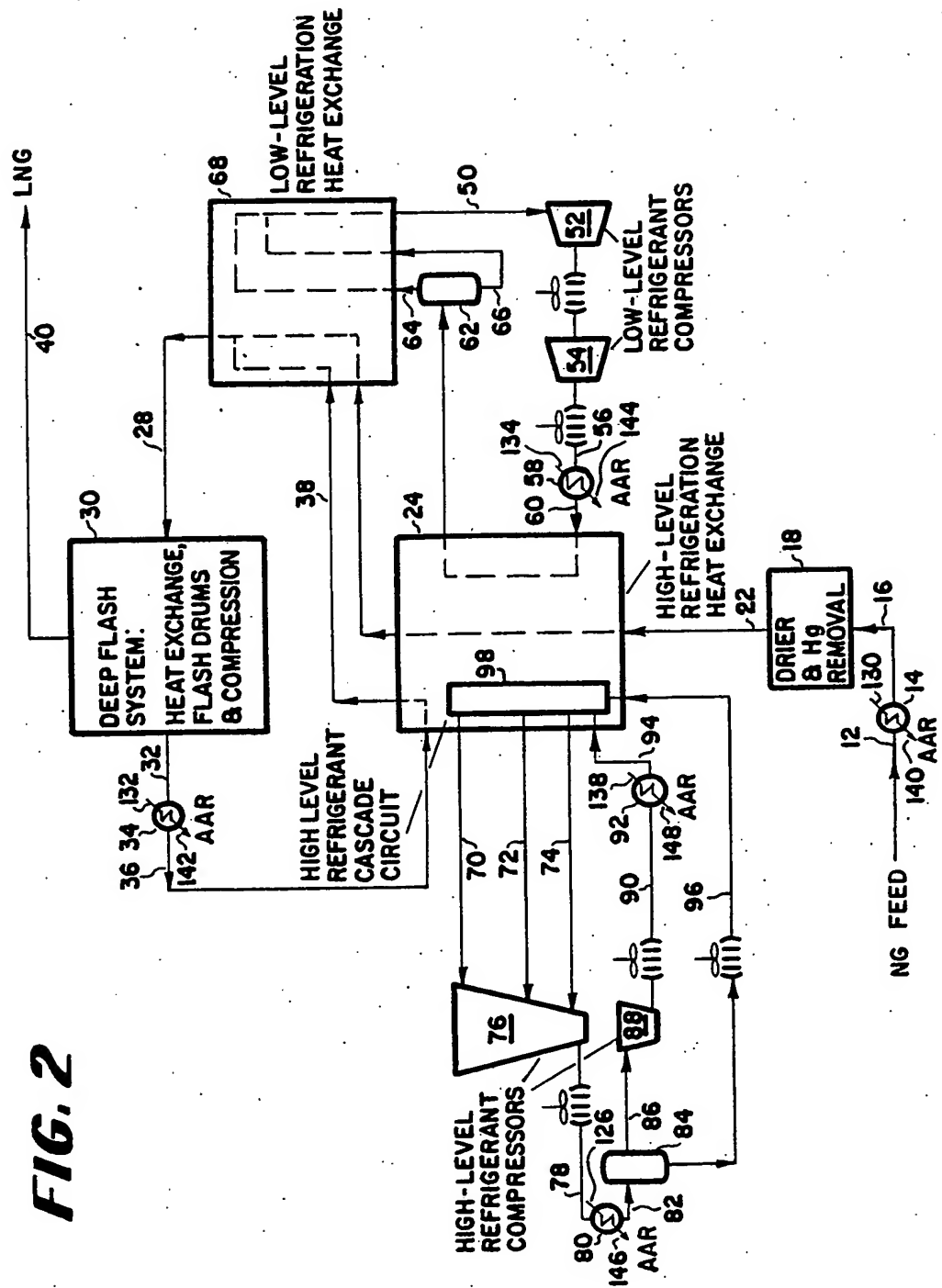
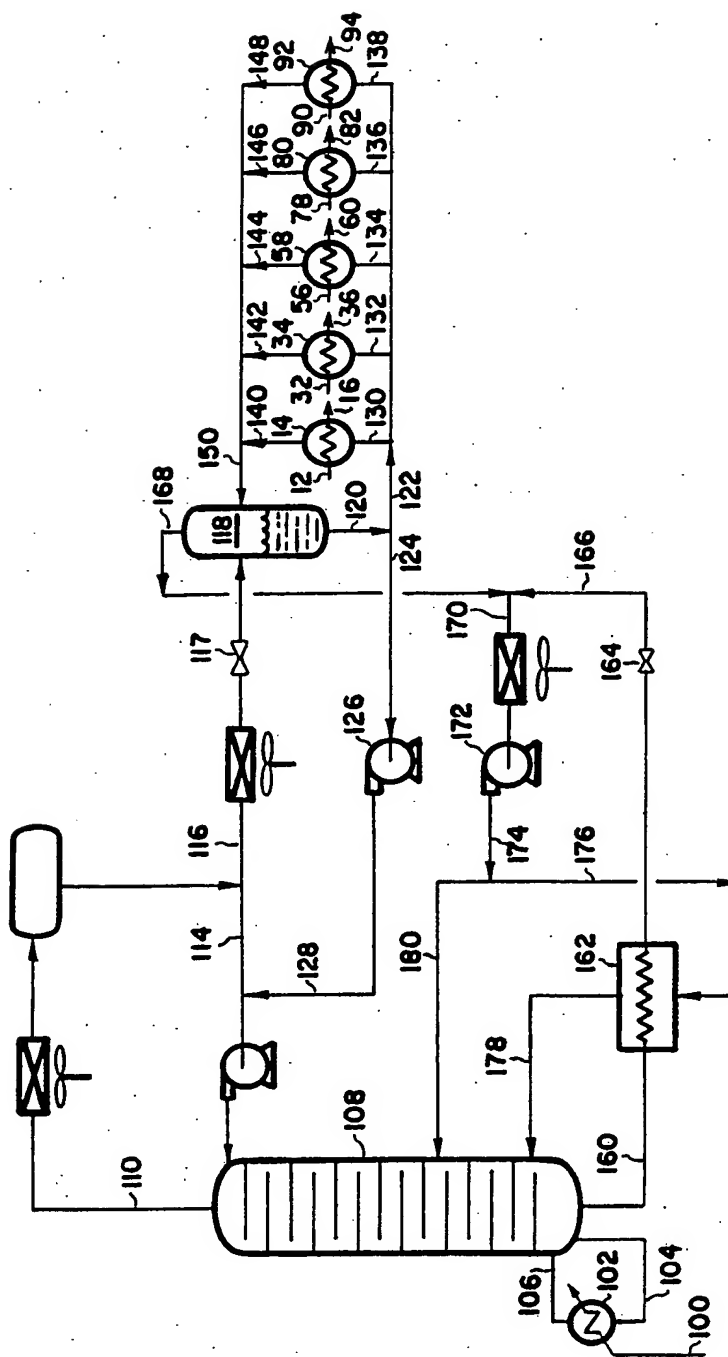


FIG. 3



NATURAL GAS LIQUEFACTION PROCESS USING LOW LEVEL HIGH LEVEL AND ABSORPTION REFRIGERATION CYCLES

TECHNICAL FIELD

The present invention relates to a process for the liquefaction of natural gas. More specifically, the present invention relates to a liquefaction process utilizing low level, high level and absorption heat pump cycles for cooling and liquefying the natural gas.

BACKGROUND OF THE INVENTION

Numerous processes are known for the liquefaction of gases such as natural gas. The following are among those the most pertinent references:

U.S. Pat. No. 4,545,795 discloses a process and apparatus for liquefying natural gas using two closed cycle, multicomponent refrigerants wherein a low level refrigerant cools and liquefies the natural gas and a high level refrigerant cools and partially liquefies the low level refrigerant. The high level refrigerant is phase separated in order to use lighter refrigerant components to perform the final lowest level of refrigeration while the liquid phase of the separation is split and then expanded for refrigeration duty in order to avoid multiple flash separations wherein heavier components are used to provide the lower levels of refrigeration.

U.S. Pat. No. 4,525,195 discloses an improvement to a process and apparatus for liquefying natural gas using two closed-cycle, multicomponent refrigerants; a low level refrigerant which cools the natural gas and a high level refrigerant which cools the low level refrigerant. The improvement to the process comprising phase separating the high level refrigerant after compression and fully liquefying the vapor phase stream against external cooling fluid after additional compression.

U.S. Pat. No. 3,812,046 discloses a process for liquefaction of natural gas which employs a multicomponent cooling cycle coupled to an absorption refrigerant cycle. The invention uses the exhaust from a driver for compressors in the multicomponent cycle to effect warming in the absorption refrigeration cycle.

U.S. Pat. No. 3,763,658 discloses a method and refrigeration system for liquefying a feed stream by first subjecting the feed stream to heat exchange with a single component refrigerant in a closed, cascade cycle and thereafter, subjecting the feed stream to heat exchange with a multicomponent refrigerant in a multiple zone heat exchanger thereby forming a second, closed refrigerant cycle.

Additional information concerning refrigeration cycles or liquefaction processes are disclosed in U.S. Pat. No. 2,826,049; 2,909,905; 3,212,276; 3,418,819 and 3,611,739.

SUMMARY OF THE INVENTION

The present invention is an improvement to a liquefaction process for natural gas, wherein refrigeration for the liquefaction process is provided by a two closed-loop refrigeration cycles. The first or low level refrigeration cycle having either a mixed (multicomponent) or a single component refrigerant as the heat pump fluid, and the second or high level refrigerant having a mixed refrigerant as the heat pump fluid. In the liquefaction process the second or high level refrigeration cycle cools the low level heat pump fluid and can optionally initially cool the natural gas feed. The low level

refrigeration cycle cools and liquefies the cooled natural gas feed. Optionally, at least a portion of the liquefied natural gas can be flashed thereby forming a flashed stream; and at least a portion of that flashed stream would be recompressed and recycled back to the process as a deep flash stream. The improvement to the process is the use of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid, the high level heat pump fluid and, optionally, the deep flash stream. Heat to drive the absorption refrigeration cycle can be provided by the exhaust gas from a drive for the compressors in the process.

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWING

FIG. 1 is a simplified flow diagram of a typical natural gas liquefaction process using two two closed loop, refrigeration cycles.

FIG. 2 is a simplified flow diagram of the process of the present invention which includes the absorption refrigerant cycle.

FIG. 3 is a flow diagram of the absorption refrigerant cycle showing the interaction between the cycle and the process of FIG. 2.

DETAILED DESCRIPTION OF THE INVENTION

As stated earlier, the present invention is an improvement to a liquefaction process for natural gas, wherein refrigeration for the liquefaction process is provided by a two-closed loop refrigeration cycles. The first or low level refrigeration cycle having either a mixed (multicomponent, e.g. a mix of nitrogen, methane, ethane and propane) refrigerant as the heat pump fluid, and the second or high level refrigerant having a mixed or a single component (e.g., propane) refrigerant as the heat pump fluid. The refrigeration cycles can be any refrigeration cycles, e.g. cascade cycle, multiple zone heat exchange cycle, multicomponent phase separation cycle, etc.

In the liquefaction process the second or the high level refrigeration cycle cools the low level heat pump fluid and can optionally initially cool the natural gas feed. The low level refrigeration cycle cools and liquefies the cooled natural gas feed. The improvement to the process is the use of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid and the high level heat pump fluid. The preferred absorption refrigeration cycle is an ammonia-water absorption refrigeration cycle. Heat to drive the absorption refrigeration cycle can be provided by the exhaust gas from one or more drives for compressors in the process.

The present invention may be best understood in relationship to a typical natural gas liquefaction process known in the art. FIG. 1 illustrates such a process. With reference to FIG. 1, a natural gas feed stream, is fed to drier 18, via line 12 for removal of impurities which will freeze out at the cryogenic liquefaction temperatures. Numerous types of driers are known in the art and all known driers will work in the present invention. The dried natural gas is then optionally fed, via line 22, to high level refrigeration heat exchanger 24, wherein it is initially cooled. This initially cooled natural gas is then fed, via line 26, to low level refrigeration heat exchanger 68 wherein the natural gas feed stream is further cooled and condensed (liquefied). In heat exchanger 68, the natural gas feed stream in line 26 is

united with the deep flash recycle stream in line 38, thereby forming a liquid natural gas stream.

This liquid natural gas stream is then fed, via line 28, to deep flash system 30, wherein the liquid natural gas stream is flashed in two stages producing two overhead flashed streams, the overhead flashed streams are reheated and recompressed, a portion of the recompressed flash is used to provide fuel to the process compression and the remaining portion of the recompressed flash, known as the deep flash, is cooled and liquefied by sequential cooling in heat exchangers 24 and 68. The liquid portion of the flashed streams is removed from deep flash system 30, via line 40, as liquid natural gas product.

Cooling for high level refrigeration heat exchanger 24 is provided by a mixed component (multicomponent) refrigerant or single refrigerant closed loop cycle. The high level refrigerant, which can be at varying conditions as shown in FIG. 1 lines 70, 72 and 74, is compressed in compressor 76. Compressor 76 can be a single compressor or a multiple stage compressor as the conditions require. The compressed high level refrigerant is aftercooled and phase separated in separator 84 to form an overhead stream and a liquid stream. The overhead from separator 84 in line 86 is compressed in compressor 88 and then fed, via line 90, to high level refrigerant cascade circuit 98. The liquid stream is fed to high level refrigerant cascade circuit 98, via line 96. In high level refrigerant cascade circuit 98, the mixed refrigerant is processed to provide refrigeration to precool the dried natural gas feed stream and cool the low level refrigerant. The processed mixed refrigerant streams are then recycled back to compressor 76, thus closing the cycle.

Refrigeration duty for low level refrigeration heat exchanger 68 is provided by a mixed refrigerant closed loop cycle. In the cycle, a multicomponent refrigerant in line 50 is compressed in compressors 52 and 54. This compressed low level refrigerant is the fed to, via line 56, and cooled in heat exchanger 24 wherein it is partially condensed. This condensed multicomponent refrigerant is the phase separated in separator 62. The overhead and bottom of separator 62 are fed, via lines 64 and 66, respectively, to low level refrigeration heat exchanger 68 for processing to provide refrigeration thereby liquefying the natural gas feed stream and deep flash recycle stream in lines 26 and 38, respectively. The processed overhead and bottom streams are then recombined to form line 50, thus closing the cycle.

To further understand the present invention, the process of FIG. 1 has been modified to include an absorption refrigeration cycle, the process of the present invention; this improved process is shown in FIG. 2. In FIG. 2, process streams and equipment which are similar to FIG. 1 have been shown with identical numbers. With reference to the modifications in FIG. 2, the absorption refrigeration cycle provides initial precooling to the natural gas stream prior to drying (line 12), the low level refrigerant prior to heat exchange with the high level refrigerant in exchanger 24 (line 56), the deep flash recycle stream prior to heat exchange with the high level refrigerant in exchanger 24 (line 32), the compressed high level refrigerant prior to phase separation (line 78) and the compressed high level refrigerant overhead prior to being fed to exchanger 24 (line 90). This precooling could be conducted in heat exchangers 14, 58, 34, 80 and 92, respectively. The remainder of the process is the same as in FIG. 1.

To better show the interaction between the absorption refrigeration cycle and the process of FIG. 2, FIG. 3 has been provided. FIG. 3 shows a standard ammonia-water absorption refrigeration cycle. With reference to FIG. 3, waste heat, for example, in the form of exhaust from the drive for the compressors in the refrigeration cycles, is fed, via line 100, to heat exchanger 102 wherein it is used to heat and vaporize a portion of the bottoms liquid, in line 104, from ammonia-water distillation column 108. This warmed vapor is returned to column 108, via line 106. Overhead from column 108 is removed, via line 110, cooled thereby condensing the overhead and split into two portions. The first portion in line 114 is united with a portion of the liquid from the bottoms of separator 118 in line 128 and fed to the top of column 108 as reflux. The second portion in line 116 is subcooled, flashed and phase separated in separator 118.

The bottoms liquid of separator 118 is removed via line 120 and split into a major portion and a minor portion. The minor portion in line 124 is pumped up to pressure in pump 126 and united with condensed liquid overhead in line 114, via line 128. The major portion in line 122 is divided into five substreams. Substream 130 is fed to heat exchanger 14 to precool the natural gas feed in line 12. Substream 132 is fed to heat exchanger 34 to precool the deep flash recycle in line 32. Substream 134 is fed to heat exchanger 58 to precool the compressed low level refrigerant in line 56. Substream 136 is fed to heat exchanger 80 to precool the compressed high level refrigerant in line 78. Finally, substream 138 is fed to heat exchanger 92 to cool the compressed high level overhead in line 90. The warmed substreams, lines 140, 142, 144, 146 and 148, are recombined and fed to phase separator 118, via line 150.

The overhead from separator 118 is removed, via line 168 and combined with warmed flashed bottoms liquid in line 166, which is a portion of the bottoms liquid from column 108 in line 160 which is warmed in heat exchanger 162 and flashed across valve 164, to form stream 170. Stream 170 is cooled, pumped to pressure in pump 172 and divided into two intermediate reboil streams. The first intermediate reboil stream in line 176 is cooled in heat exchanger 162 and introduced to a lower portion of column 108, via line 178. The second intermediate reboil stream is fed to an intermediate location of column 108, via line 180.

To demonstrate the efficacy and benefits of the present invention, the processes of FIG. 1 and 2 are computer simulated. Table I provides a comparison of selected parameters for the two processes.

TABLE I

Parameter	Process of FIG. 1	Process of FIG. 2
LNG production: MMSCFD	340.0	381.84
Compressor Power: Hp		
Low Level Cycle	56,390	55,020
High Level Cycle	57,527	54,588
Deep Flash	11,647	11,534
Total	125,564	121,162
Specific power: Hp/MMSCFD	369.3	317.3
Mixed Refrigerant Composition: %		
High Level		
C ₁	1.1	1.1
C ₂	38.9	50.0
C ₃	60.0	48.9
Low Level		
N ₂	0.2	0.0
C ₁	45.7	43.5
C ₂	48.7	56.5

TABLE I-continued

Parameter	Process of FIG. 1	Process of FIG. 2
C ₃	5.4	0.0
Exchanger UA $\times 10^6$		
High Level Total	51.57	50.78
Low Level Total	38.44	29.50
Available Waste Heat: MMBTU/hr	709.2	609.4
Adspt. Reboiler Duty: MMBTU/hr	0.0	461.9
Unused Waste Heat: MMBTU/hr	709.2	147.5

As can be seen from the above table, comparing the specific power for each process, the process of the present invention is considerably more energy efficient than the prior art process; 16.4% more energy efficient. It should be noted that not all the waste heat was utilized, if it were, further improvement could be achieved.

To provide a further comparison of the process of the present invention versus other prior art processes, Table II is presented. In Table II, several prior art processes are listed along with the production capacity per the same amount of energy input based on input to gas turbines.

TABLE II

Process	Production Capacity: %
FIG. 1	104
FIG. 2	121
U.S. Pat. No. 3,817,046	107
U.S. Pat. No. 3,763,658	100
U.S. Pat. No. 4,525,795	104
U.S. Pat. No. 4,545,795	104

As can be seen from the above table, the process of FIG. 2, the process of the present invention on an energy efficiency basis is much superior to any of the prior art process.

Finally, there are some other notable advantages to the process of the present invention in addition to the increase in energy efficiency without the use of auxiliary firing. Among these are: the ability to control temperature in certain areas of the process so as to avoid the formation of hydrates; a stabilization of the high level precool compressor discharge pressure (i.e., constant precool temperature with varying ambient temperatures); more flexibility for machinery power utilization and arrangement (i.e., the ability to incrementally increase production for a given number and size of compressor drives); and can be easily retrofitted into a two closed-loop cycle liquefaction plant to increase production.

The present invention has been described with reference to a specific embodiment thereof. This embodiment should not be seen as a limitation of the scope of the present invention; the scope of such being ascertained by the following claims.

We claim:

1. In a process for the liquefaction of natural gas, wherein a natural gas feed stream is cooled and liquefied; refrigeration for the liquefaction process is provided by two closed loop refrigeration cycles; a first or low level refrigeration cycle, having a mixed (multi-component) refrigerant heat pump fluid, cools and liquefies the natural gas feed stream; and the second or high level refrigeration cycle, having a mixed (multi-component) refrigerant heat pump fluid, cools the low level heat pump fluid; the improvement for increasing the energy efficiency of the process comprises incorpo-

ration of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid and the high level heat pump fluid.

2. The process of claim 1 wherein the absorption refrigeration cycle is an ammonia-water absorption refrigeration cycle.

3. The process of claim 1 wherein the process further comprises the high level refrigeration cycle cooling the natural gas feed stream prior to cooling with the low level refrigeration cycle.

4. The process of claim 1 wherein gas turbines provide the energy to compress the low level and high level heat pump fluid in the low level and high level refrigeration cycles and waste energy recovered from exhaust from the gas turbines drives the absorption refrigeration cycle.

5. In a process for the liquefaction of natural gas, wherein a natural gas feed stream is cooled and liquefied; refrigeration for the liquefaction process is provided by two closed loop refrigeration cycles; a first or low level refrigeration cycle, having a mixed (multi-component) heat pump fluid, cools and liquefies the natural gas feed stream; the second or high level refrigeration cycle, having a mixed (multi-component) refrigerant heat pump fluid, cools the low level heat pump fluid; at least a portion of the liquefied natural gas is flashed thereby forming a flashed stream; and at least a portion of the flashed stream is recompressed and recycled back to the process as a deep flash stream; the improvement for improving the energy efficiency of the process comprises incorporation of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid, the high level heat pump fluid and deep flash stream.

6. The process of claim 5 wherein the absorption refrigeration cycle is an ammonia-water absorption refrigeration cycle.

7. The process of claim 5 wherein the process further comprises the high level refrigeration cycle cooling the natural gas feed stream prior to cooling with the low level refrigeration cycle.

8. The process of claim 5 wherein gas turbines provide the energy to compress the low level and high level heat pump fluid in the low level and high level refrigeration cycles and waste energy recovered from exhaust from the gas turbines drives the absorption refrigeration cycle.

9. In a process for the liquefaction of natural gas, wherein a natural gas feed stream is cooled and liquefied; refrigeration for the liquefaction process is provided by two closed loop refrigeration cycles; a first or low level refrigeration cycle, having a mixed (multi-component) refrigerant heat pump fluid, cools and liquefies the natural gas feed stream; and the second or high level refrigeration cycle, having a single component refrigerant heat pump fluid, cools the low level heat pump fluid; the improvement for increasing the energy efficiency of the process comprises incorporation of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid and the high level heat pump fluid.

10. The process of claim 9 wherein the absorption refrigeration cycle is an ammonia-water absorption refrigeration cycle.

11. The process of claim 9 wherein the process further comprises the high level refrigeration cycle cool-

ing the natural gas feed stream prior to cooling with the low level refrigeration cycle.

12. The process of claim 9 wherein the single component heat pump fluid is propane.

13. The process of claim 9 wherein gas turbines provide the energy to compress the low level and high level heat pump fluid in the low level and high level refrigeration cycles and waste energy recovered from exhaust from the gas turbines drives the absorption refrigeration cycle.

14. In a process for the liquefaction of natural gas, wherein a natural gas feed stream is cooled and liquefied; refrigeration for the liquefaction process is provided by two closed loop refrigeration cycles; a first or low level refrigeration cycle, having a mixed (multi-component) heat pump fluid, cools and liquefies the natural gas feed stream; the second or high level refrigeration cycle, having a single component refrigerant heat pump fluid, cools the low level heat pump fluid; at least a portion of the liquefied natural gas is flashed thereby forming a flashed stream; and at least a portion of the flashed stream is recompressed and recycled back

to the process as a deep flash stream; the improvement for improving the energy efficiency of the process comprises incorporation of an absorption refrigeration cycle to precool the natural gas feed, the low level heat pump fluid, the high level heat pump fluid and deep flash stream.

15. The process of claim 14 wherein the absorption refrigeration cycle is an ammonia-water absorption refrigeration cycle.

16. The process of claim 14 wherein the process further comprises the high level refrigeration cycle cooling the natural gas feed stream prior to cooling with the low level refrigeration cycle.

17. The process of claim 14 wherein the single component heat pump fluid is propane.

18. The process of claim 14 wherein gas turbines provide the energy to compress the low level and high level heat pump fluid in the low level and high level refrigeration cycles and waste energy recovered from exhaust from the gas turbines drives the absorption refrigeration cycle.

* * * * *

25

30

35

40

45

50

55

60

65

**This Page is Inserted by IFW Indexing and Scanning
Operations and is not part of the Official Record**

BEST AVAILABLE IMAGES

Defective images within this document are accurate representations of the original documents submitted by the applicant.

Defects in the images include but are not limited to the items checked:

- ☐ BLACK BORDERS
- ☒ IMAGE CUT OFF AT TOP, BOTTOM OR SIDES
- ☐ FADED TEXT OR DRAWING
- ☒ BLURRED OR ILLEGIBLE TEXT OR DRAWING
- ☐ SKEWED/SLANTED IMAGES
- ☐ COLOR OR BLACK AND WHITE PHOTOGRAPHS
- ☐ GRAY SCALE DOCUMENTS
- ☐ LINES OR MARKS ON ORIGINAL DOCUMENT
- ☐ REFERENCE(S) OR EXHIBIT(S) SUBMITTED ARE POOR QUALITY
- ☐ OTHER: _____

IMAGES ARE BEST AVAILABLE COPY.

As rescanning these documents will not correct the image problems checked, please do not report these problems to the IFW Image Problem Mailbox.